

# Chemische Reaktionen in Rohrreaktoren und statischen Mischern – Homogenität, Verweilzeitverhalten, Wärmeabfuhr, Auslegung, Anwendungsbeispiele

Alain Georg und Martin B. Däscher\*

Statische Mischer und Mischer-Wärmetauscher werden zunehmend in der chemischen Reaktionstechnik, aber auch für die Aufbereitung von Kunststoffen eingesetzt. Da sie keine bewegten Teile aufweisen und anwendungsspezifisch ausgelegt werden können, erzielen sie deutliche wirtschaftliche Vorteile. Das enge Verweilzeitspektrum, die hohe Mischleistung und das sehr hohe Wärmetransportvermögen von statischen Mischern-Wärmetauschern ermöglichen die kontinuierliche Produktion qualitativ hochstehender Produkte, auch bei stark exo- oder endothermen Reaktionen. In diesem Beitrag wird auf die Verweilzeitverteilung, den Wärmeübergang sowie die chemischen Parameter und die Simulation kontinuierlicher Reaktionen eingegangen. Zudem werden anhand praktischer Beispiele verfahrenstechnische Lösungen aufgezeigt. Es wird insbesondere die Reaktionstechnik anspruchsvollerer hochviskoser Stoffe erläutert.

## 1 Statische Mischer-Wärmetauscher für die Aufbereitung von Kunststoffen

Während ihrer Aufbereitung oder Verarbeitung neigen einige Polymere dazu, ihre molekulare Struktur zu verändern. Die am häufigsten auftretenden Reaktionen sind Abbaureaktionen, wobei sich monomere Bestandteile zurückbilden (Depolymerisation). Der Grad des Abbaus wird von der Schmelztemperatur, dem bereits vorhandenen Monomeranteil und der Verweilzeit bestimmt. Die Depolymerisation kann zudem durch Zusatzstoffe im Polymer beschleunigt oder reduziert werden. Besonders ausgeprägt kann die Rückmonomerisierung bei Kunststoffen wie PET, PMMA und Polystyrol beobachtet werden.

Problematisch ist die Depolymerisation beispielsweise in der Faserindustrie, da Abbaureaktionen zu Inhomogenitäten in der Schmelze und dadurch zu Qualitätsproblemen bei der Faserherstellung führen können. Eine gute

Qualität der Schmelze und eine exakte Temperaturkontrolle spielen aber auch bei Compoundierungen, Polymerisationen und Modifizierungen von Kunststoffen eine zentrale Rolle. Z. B. sind Vernetzungen, Funktionalisierungen oder der peroxidische Abbau oft erwünschte Reaktionen, die es streng zu kontrollieren gilt. Es ist somit wichtig, dass bei der Aufbereitung von kritischen Kunststoffen der Temperatur- und der Verweilzeitverteilung, gleichzeitig aber auch der schonenden Verarbeitung große Aufmerksamkeit geschenkt wird. Zum Einsatz von statischen Mixern in der Reaktionstechnik existieren zahlreiche eingehende Untersuchungen, die laufend erweitert und vertieft werden [1 – 3].

## 2 Statische Mischer für nieder-viskose Mischaufgaben

Statische Mischer sind Apparate mit feststehenden Einbauten, die unter Nutzung der Strö-

„Statische Mischer sind Apparate mit feststehenden Einbauten, die unter Nutzung der Strömungsenergie die Mischung fluider Produktströme bewirken.“

mungsenergie die Mischung fluider Produktströme bewirken. Das Mischen niederviskoser Medien wird hauptsächlich durch strömungsinduzierte Konvektionen und Wirbelbildung erreicht. Der sogenannte Wendelmischer (Handelsnamen z. B. CSE-W, Kenics) besteht in der Regel aus gegenseitig verdrehten Blechen (s. Abb. 2). Er weist einen relativ kleinen Widerstandsfaktor auf und wird teilweise auch im laminaren Strömungsbereich eingesetzt. Im turbulenten Bereich können leicht gute Homogenitäten erzielt werden, auch wenn die notwendigen Einbaulängen vergleichsweise lang sind. Die Technologie der Wendelmischer wurde in den 1960er-Jahren entwickelt.

Da insbesondere bei Nachrüstungen die Einbaulänge oft ein sehr wichtiger Faktor ist, wurden verschiedene weitere Turbulenz-Mischer entwickelt, so z. B. der CSE-B Mischer, der Compact Mischer, der Aquamix (s. Abb. 1) oder der Flash-Mischer. Letztere werden auch als Zwischenflansch-Mischer eingesetzt und weisen mit weniger als einem Rohrdurchmesser  $\blacksquare$   $\blacksquare$  äußerst kompakte Abmessungen bei gleichzeitig sehr hoher Mischleistung auf.

### 3 Statische Mischer für laminare Mischaufgaben

Hochviskose Medien weisen in der Regel laminare Strömungseigenschaften auf. Die Beurteilung des Strömungszustandes erfolgt aufgrund der Reynolds-Zahl. Die Mischwirkung



Abbildung 1. Beim Mischen im turbulenten Strömungszustand werden die Medien durch Verwirbelungen homogenisiert (Aquamix, Wasser von links nach rechts,  $w = 0,3 \text{ m s}^{-1}$ , Additiv: blau eingefärbtes Wasser konzentrisch dosiert).



Abbildung 2. Verschiedene Anwendungen und Ansprüche erfordern unterschiedliche Geometrien von statischen Mixern. Von links nach rechts: Wendelmischer, CSE-Mischer, X-Mischer mit 4 Stegen.

kann deshalb nicht mehr aufgrund von Turbulenzen in den Fluiden erfolgen, sondern muss durch aktives Trennen und Rekombinieren der Medien (Umschichten) oder durch gezielten radialen Stofftransport und/oder durch Scherkräfte erzielt werden.

#### 3.1 Der CSE<sup>®</sup>-Mischer

Der CSE-Mischer hebt sich aufgrund seiner Form und der massiven Bauweise von den anderen Mischergeometrien auf dem Markt ab (s. Abb. 2). Er wird ausschließlich gegossen gefertigt und weist durchgehend hohe Wandstärken auf, was ihn gegenüber abrasiven Medien, aber auch gegen extrem hohe Kräfte durch Druckverluste äußerst resistent macht. Er wird deshalb häufig in der Spritzgusstechnik eingesetzt. Seine Mischleistung erfolgt primär durch die exponentielle Schichtenbildung.

#### 3.2 Der X-Mischer

Der X-Mischer ist der bekannteste Mischertyp (Handelsnamen z. B. CSE-X, SMX). Er besteht aus einem Gerüst von gegeneinander geneigten Stegen. Jeweils um  $90^\circ$  verdreht angeordnet, ergeben mehrere Elemente den Mischer (s. Abb. 2). Das  $L/D$ -Verhältnis (Länge/Durchmesser) eines einzelnen Mischelementes beträgt 1. Die Anzahl der Stege ist abhängig von der Mischaufgabe und dem Durchmesser des Mixers. Üblicherweise werden Mischer mit 4, 6, 8, 10 oder 12 Stegen bestückt. X-Mischer weisen eine sehr hohe radiale Mischleistung auf und bewähren sich in der Faserindustrie wie auch in der Aufbereitungstechnik von Kunststoffen seit Jahren.

#### 3.3 Das Mikromakro<sup>®</sup>-Mischprinzip

Mikromakro-Mischen bedeutet die gezielte Kombination von Statikmischern verschiede-

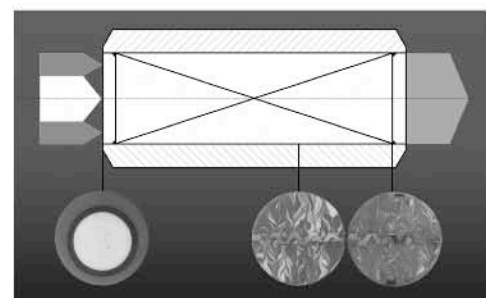
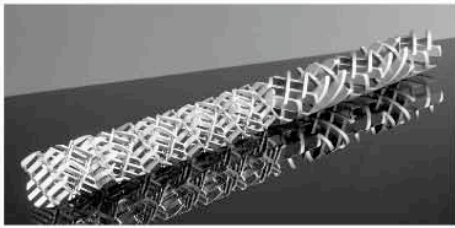


Abbildung 3. Mischleistung des CSE-X Mikromakro-Moduls nach der Länge  $L/D = 2$  (2D-Modul) und der Länge  $L/D = 3$  (3D-Modul).



**Abbildung 4.** Die gezielte Kombination verschiedener Mischergeometrien wird als Mikromakro-Mischen bezeichnet. Damit können Mischvorgänge optimiert und der Druckverlust bzw. die Mischerlänge verringert werden.

ner Geometrien und Nennweiten zur Effizienz- und Qualitätssteigerung. Grundsätzlich wird dabei zuerst eine gleichmäßige Vorverteilung im Makro-Mischer angestrebt (global mixing). Im nachfolgenden Mikro-Mischer wird eine bestmögliche Feinverteilung (local mixing) erzielt. Abb. 3 zeigt die laminare Mischwirkung von Epoxid-Harzen in radialen Schnittbildern. Im laminaren Strömungsbereich wird als Basisgeometrie in der Regel die X-Mischer-Geometrie eingesetzt (s. Abb. 4).

### 3.4 Vergleich der Mischprinzipien

Werden statische Mischer verglichen, so müssen unter anderem die folgenden Parameter berücksichtigt werden:

- die Mischleistung,
- der Druckverlust,
- das Preis-/Leistungsverhältnis.

Abb. 5 zeigt drei Schnittbilder von Epoxidharz-Mischungen, die mit verschiedenen Mischertypen bei vergleichbaren Bedingungen hergestellt wurden. Der Schnitt links zeigt die Mischung mit einem X/8-Mischer (X-Mischer mit acht Stegen) nach einem  $L/D = 3$ . Der Schnitt in der Mitte zeigt einen Wendelmischer nach sechs Mischelementen ( $L/D = 9,6$ ). Gut erkennbar ist die exponentielle Schichtenbildung, die vergleichsweise keine effektive Mischung erzeugt. Zur Temperaturhomogenisierung reicht die Schichtenbildung jedoch meist aus. Das Schnittbild rechts zeigt eine Mikromakro-Mischung nach einem  $L/D = 3$  und weist die höchste Homogenität auf.

Vergleicht man das Schnittbild vom X/8-Mischer mit dem Schnittbild des Wendelmischer, so kann die Verteilung als mehr oder weniger vergleichbar beschrieben werden. Die Scherung des X/8-Mischer ist jedoch höher, und er vermag deshalb Viskositäts- und Konzentrationsunterschiede besser auszugleichen. Die Mischgüte verschiedener Mischergeometrien in Abhängigkeit der Mischerlänge wurde unter vergleichbaren Bedingungen

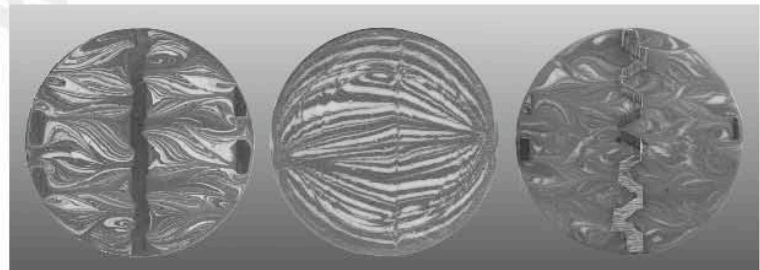
quantitativ erfasst. Die Auswertung erfolgte mittels Image Processing und ergab für das Mikromakro<sup>®</sup>-Prinzip die deutlich höchste Mischeffizienz [4, 5].

## 4 Mischer-Wärmetauscher

Mischer-Wärmetauscher werden seit geraumer Zeit für kontinuierliche industrielle Prozesse eingesetzt. Am bekanntesten sind die Reaktortypen CSE-XR und SMR.

Werden für einen Prozess ein enges Verweilzeitspektrum, eine hohe Mischgüte sowie gleichzeitig ein großer Wärmeübergang gefordert, so drängt sich eine Konstruktion basierend auf der Geometrie der X-Mischelemente geradezu auf (CSE-XR, s. Abb. 6). Der Anforderung des großen Wärmeüberganges kann zusätzlich zum Doppelmantel durch das Einfügen von innenliegenden, axial ausgerichteten Rohren nachgeholfen werden. Dabei werden diese Rohre durch die radialen Strömungen stets intensiv und in steilem Winkel vom zu temperierenden Medium angeströmt, was zu sehr hohen Wärmeübergangszahlen und zu einem hohen konvektiven Wärme- und Stofftransport führt. Der CSE-XR Reaktor weist dadurch einen sehr hohen  $k$ -Wert auf.

Die für den Wärmetransport grundlegende Beziehung (Gl. (1)) macht klar, dass bei hohen  $k$ -Werten derselbe Wärmetransport mit kleine-



**Abbildung 5.** Mischbilder verschiedener Mischertypen im Vergleich. Gut erkennbar ist die höhere Mischleistung des Mikromakro-Mischer (rechts) im Vergleich zum X-Mischer mit 8 Stegen (links). Der Wendelmischer (Mitte) vermag Konzentrationsunterschiede nur schlecht auszugleichen, kann aber zum thermischen Homogenisieren meist gut eingesetzt werden.



**Abbildung 6.** Mischer-Wärmetauscher CSE-XR für Polymere (DN 350, PN 400).

**„Mischer-Wärmetauscher werden seit geraumer Zeit für kontinuierliche industrielle Prozesse eingesetzt.“**

ren Wärmeaustauschflächen realisiert werden kann. Dies führt zu weniger Wandablagerungen, reduziertem Polymerabbau, einem engerem Verweilzeitspektrum und schließlich zu besserer Polymerqualität und weniger Problemen [6]. Die zusätzlich stark erhöhte spezifische Wärmeaustauschfläche  $a$  erlaubt eine sehr kompakte Bauweise des Apparates.

$$\dot{Q} = k a \Delta T \quad (1)$$

Da die Mischwirkung des CSE-XR konsequent auf statischen X-Mischern basiert, ist die Maldistribution auf ein Minimum reduziert und der Querschnitt in der Hauptströmungsrichtung geometrisch überall streng definiert. Auch bei Viskositäten über 2000 Pa s werden eine enge Verweilzeitverteilung und eine hohe Mischintensität gewährleistet.

Die konstruktiven Anforderungen an Polymer-Wärmetauscher sind stichwortartig beschrieben die Folgenden:

- Die Mischer-Wärmetauscher-Fläche muss als ein kompaktes Paket ausbaubar sein.
- Die gesamte Oberfläche muss kontrolliert gereinigt werden können.
- Der Mischer-Wärmetauscher-Querschnitt muss in der Hauptströmungsrichtung geometrisch überall definiert und die Maldistribution auf ein Minimum reduziert sein, so dass eine stets enge Verweilzeitverteilung gewährleistet wird.

Mischer-Wärmetauscher werden für folgende Anwendungen eingesetzt:

- Heizen und Kühlen im laminaren Strömungsbereich,
- Heizen von viskosen Flüssigkeiten mit Dampf bei größeren Betriebsdrücken,
- zur Verarbeitung und Herstellung von Klebstoffen und Harzen,
- zum Kühlen von Schmelzen für die Chemiefaserindustrie,
- zur Temperierung von Polyol und Isocyanat,
- zur Temperaturüberwachung von Kunststoffschmelzen und Kunststoffschäumen,
- zur externen Kühlung von gerührten Tankreaktoren.

Augrund der spezifischen Einsatzgebiete und Anforderungen wird in diesem Beitrag intensiv auf den CSE-XR eingegangen.

## 5 Die Bedeutung des intensiven Mischens

Insbesondere bei Reaktionen ist es von höchster Wichtigkeit, den Kontakt zwischen den Reaktionspartnern sicherzustellen. Dazu müssen die verschiedenen Stoffströme innig miteinander vermischt werden. Verwirbelungen, Scher-

kräfte und exponentielle Schichtenbildungen führen zu einer größeren spezifischen Kontaktfläche zwischen den beiden Medien. Mikroskopisch betrachtet liegt jedoch auch dann noch immer keine homogene Mischung vor. Diese erfolgt streng genommen rein diffusiv über die Brownschen Molekularbewegungen an den Grenzflächen und kann mit dem Fickschen Diffusionsgesetz gut beschrieben werden. Dabei ist die Diffusionsrate hauptsächlich von der Temperatur, der Viskosität, der Konzentration, der Schichtdicke sowie der Größe der diffundierenden Moleküle abhängig. Da diese Faktoren meist durch den Prozess vorgegeben und unveränderlich sind, kann eine gegebene Reaktion einzig durch intensives Mischen und damit durch die Erhöhung des Potentials zur diffusiven Mischung verbessert werden.

## 6 Reale und ideale Rohrströmung

Bei laminarer Strömung bewegen sich die Flüssigkeitsteilchen in Schichten entlang gerader, paralleler Bahnen in einem 3-dimensionalen, parabelförmigen Profil nach dem Hagen-Poiseuille-Gesetz. Das Verweilzeitspektrum wird dadurch stark verbreitert, und es kann nicht mehr von einer idealen Pfropfenströmung gesprochen werden. Die unterschiedlichen Verweilzeiten der Stoffe führen bei Polymeren zu relevanten Problemen wie ungenügendem Umsatz, Zersetzungen, Abbaureaktionen oder schlechtem Selbstreinungsverhalten. Zudem ist der radiale Wärmetransport stark eingeschränkt.

Eine zahlenmäßige Auskunft für den Strömungszustand in Rohrleitungen gibt die dimensionslose Reynolds-Zahl  $Re$ :

$$Re = \frac{w \rho D}{\eta} = \frac{\text{Massenkraft}}{\text{Oberflächenkraft}} \quad (2)$$

Für die freie Strömung in einem Rohr ohne Rohreinbauten tritt die turbulente Strömung, abgesehen von wenigen Ausnahmen, oberhalb  $Re > 2300$  ein. Dieser Wert ist die kritische Reynolds-Zahl  $Re_k$  der freien Rohrströmung.

Zusätzlich von Bedeutung sind mögliche Einlaufstörungen oder Turbulenzen, hervorgerufen durch Querschnittsverengungen, -erweiterungen oder Rohrbögen. Durch statische Mischer können solche Unterschiede in der Strömungsgeschwindigkeit ausgeschaltet werden. In Rohrreaktoren mit den genannten Einbauten wird die Reynolds-Zahl wie folgt definiert:

$$Re_{dh} = \frac{w \rho d_h}{\varepsilon \eta} \quad (3)$$

**„Insbesondere bei Reaktionen ist es von höchster Wichtigkeit, den Kontakt zwischen den Reaktionspartnern sicherzustellen.“**

### Das 1-d Dispersionsmodell

Diese Modellvorstellung nimmt den 1-dimensionalen Stofftransport in einem Strömungsröhr mit Pfropfenströmung als Ansatzpunkt. In Richtung  $z$  bildet sich eine Strömungsgeschwindigkeit  $w_z$ , die im Idealfall über den Reaktorquerschnitt  $A$  konstant ist. Durch molekulare Diffusion, turbulente Konvektion und durch das durch Randeibung (Rauheit) bewirkte parabolische Geschwindigkeitsprofil (z. B. bei laminarer Röhrströmung) kommt es in der Realität stets zu größeren Abweichungen von der idealen Röhrströmung. Als Größe zur Erfassung dieser Effekte wird der axiale Dispersionskoeffizient  $D_{ax}$  verwendet, der somit ein Maß für die Rückvermischung ist. Die Ansatzgleichung für das 1-d Dispersionsmodell lautet:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -w_z \frac{\partial c}{\partial z} + D_{ax} \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \quad (4)$$

Um eine Lösung zu erleichtern, wird die Gl. (4) in dimensionsloser Form geschrieben. Für den stationären Fall entsteht dann:

$$\frac{\partial \left( \frac{c}{c_0} \right)}{\partial \left( \frac{t}{\tau} \right)} = - \frac{\partial \left( \frac{c}{c_0} \right)}{\partial \left( \frac{z}{L} \right)} + \left( \frac{D_{ax}}{w_z L} \right) \frac{\partial^2 \left( \frac{c}{c_0} \right)}{\partial \left( \frac{z}{L} \right)^2} = 0 \quad (5)$$

Darin ist eine dimensionslose Kenngröße enthalten, nämlich die so genannte Bodenstein-Zahl  $Bo$ , die mit einer „charakteristischen Länge“  $L$  des Reaktors definiert ist. Für Röhrreaktoren gilt:

$$Bo = \frac{w L}{D_{ax}} \quad (6)$$

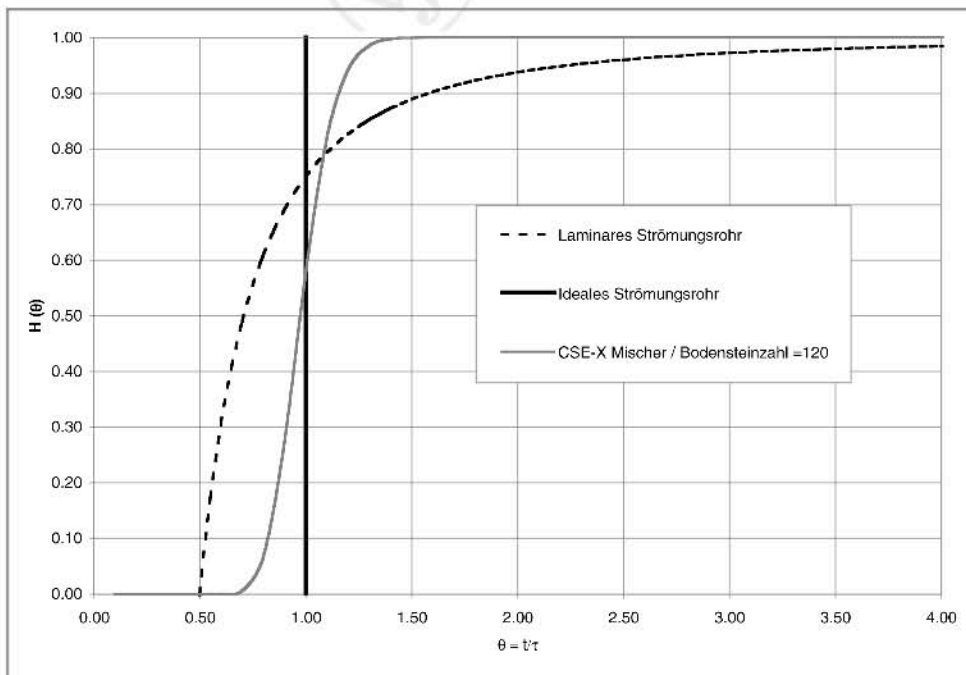
## 7 Das Verweilzeitspektrum in Röhrreaktoren mit statischen Mixern

Das oben beschriebene Dispersionsmodell darf nur bei geringen Abweichungen vom idealen Verdrängungsmodell eingesetzt werden, d. h. dass große Bodenstein-Zahlen und eine axial fast symmetrische Stoffverteilung benötigt werden. Obwohl das Dispersionsmodell prinzipiell auf  $Bo = 0$  extrapoliert werden kann, wird die Grenze des Verweilzeitverhaltens je nach Literatur zwischen einer Röhrströmung und dem Rührkessel mit  $Bo = 7 - 10$  festgesetzt. Umsatzberechnungen bzw. Messungen zeigen, dass bei Werten  $Bo \geq 20$  eine Annäherung an die Pfropfenströmung tatsächlich gegeben ist.

Die Bodenstein-Zahl in Strömungs-Reaktoren mit Einbauten wird wie folgt bestimmt:

$$Bo = \frac{w L}{\varepsilon D_{ax}} \quad (7)$$

Die Verweilzeitverteilung oder die Verweilzeitsummenkurve in realen Reaktoren werden experimentell auf zwei Wegen realisiert: durch die Stoßmarkierung oder durch die Verdrängungsmarkierung. Beispielsweise wurde mit einer Stoßmarkierung von einem X-Mischer das Verweilzeitspektrum experimentell gemessen. Mit den Messwerten wurde eine normierte Verweilzeitsummenkurve erstellt. Bei einer Länge von 1,2 m wurde eine Bodenstein-Zahl von ca. 120 ermittelt (s. Abb. 7) [7]. Dies entspricht einer Kesselzahl von  $q > 60$ . Ab  $Bo = 60$  sind nur noch geringe Unterschiede



**Abbildung 7.** Experimentell ermittelte Verweilzeitsummenkurve eines X-Mischers. Die Bodenstein-Zahl von  $Bo = 120$  entspricht einer Rührkesselkaskade von ca. 60 Kesseln.



**Abbildung 8.** CFD-Simulation der Strömungsgeschwindigkeiten in einem X-Mischer. Gut ersichtlich sind der radiale Stofftransport und die enge Verweilzeitverteilung (Strömungsrichtung: von links nach rechts).

zum idealen Strömungsröhr mit Propfenströmung festzustellen. Diese Ergebnisse wurden anhand unabhängiger CFD-Berechnungen bestätigt (Darstellung s. Abb. 8).

#### Gute Annäherung an die Propfenströmung

Bei turbulenter Strömung werden, abhängig von Durchmesser und Strömungsgeschwindigkeit, Bodenstein-Zahlen von  $Bo > 400$  ohne weiteres erreicht. Mit abnehmender Strömungsgeschwindigkeit und zunehmendem Durchmesser steigt jedoch die Gefahr von Störungseinflüssen.

Eine interessante Lösung, die sich bei sehr langsamen Strömungsgeschwindigkeiten niederviskoser Medien bietet, ist der so genannte Memory-Effekt (s. Abb. 9). Dabei setzt sich die Mischwirkung von X-Mischern auch im nachfolgenden Leerrohr fort. Mit dieser Technologie werden Verweilzeitreaktoren im Pilot- wie auch im industriellen Großmaßstab ausgerüstet. Bei einem Durchsatz von  $8 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  wird beispielsweise bei einer Verweilzeit von ca. vier Stunden in kompartimentierten Reaktoren eine langsame exotherme Reaktion bei  $Bo > 400$

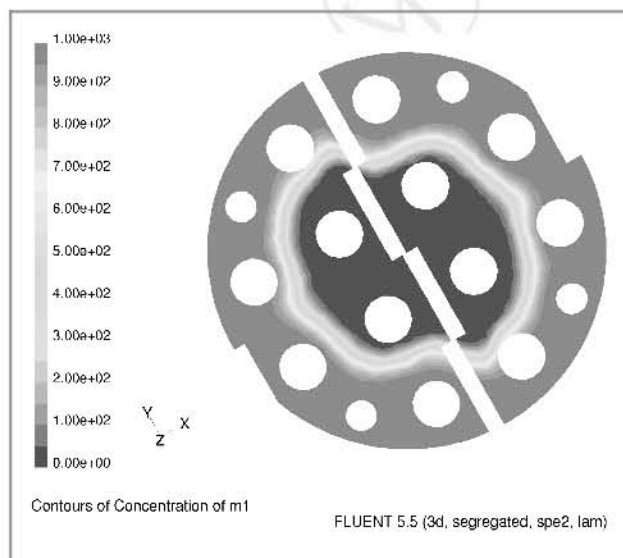


**Abbildung 9.** Der Memory-Effekt macht sich die Eigenstabilität erzwungener Konvektionen zu Nutze. Dies ist anhand der nach dem Mischer fortgesetzten blauen Schichten gut erkennbar (Wasser mit ca.  $5 \text{ mm s}^{-1}$ , Additiv: blau eingefärbtes Wasser).

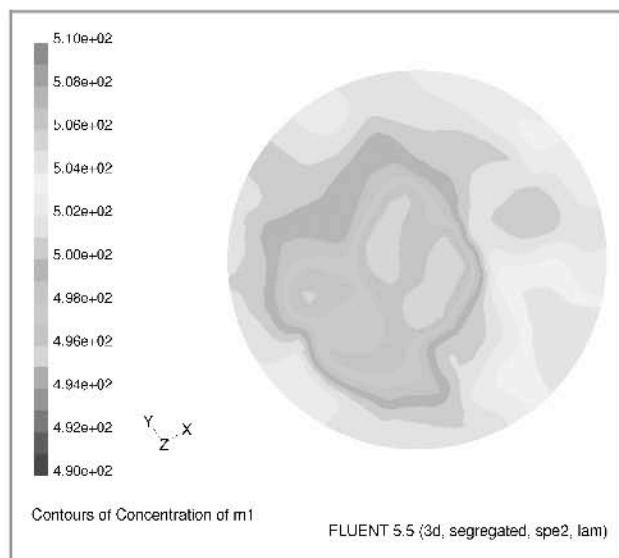
durchgeführt. Dies entspricht einer Rührkesselkaskade von ca. 200 ideal gerührten Kesseln.

## 8 Numerische Strömungssimulation des CSE-XR-Mischer-Wärmetauschers

Die Kombination von CFD-Berechnungen mit praktischen Versuchen ergibt eine sehr gute Grundlage für die Scale-up-Berechnung von Wärmetauschern sowie für die iterative Auslegung von isotherm betriebenen Reaktoren (s. Abbn. 10 und 11). Bei der dargestellten CFD-Simulation strömen zwei Medien mit einer Viskosität von je  $80 \text{ Pa s}$  und einem Volumenstrom von je  $0,5 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  in einen CSE-XR-Reaktor. Damit die Eintrittsgeschwindigkeiten



**Abbildung 10.** Ersichtlich ist die Konzentrationsverteilung beim Eintritt in das erste Mischelement. Die Einlaufstrecke beträgt 30 mm. Durch die Mischbleche und die Wärmeaustauschrohre hat sich bereits die zylindrische Konzentrationsverteilung verändert. Medium 1 wurde blau eingefärbt (innen), Medium 2 rot (außen).



**Abbildung 11.** Konzentrationsverteilung nach acht Mischelementen mit der feinen Auflösung 490 bis 510. Nach dem 8. Element liegen die Konzentrationsunterschiede in einem Bereich von 495 bis 505, d. h.  $\pm 1 \%$  über dem Querschnitt.

etwa gleich groß sind, wird Medium 1 zentral mit einem Durchmesser von 70 mm zugeführt. Medium 2 strömt im Ringspalt von 70 bis 100 mm. Es wurden acht CSE-XR-Mischerelemente inkl. Ein- und Auslauf für die numerische Strömungssimulation berechnet.

Es ist zu beachten, dass durch die Wahl der Farbabstufungen Inhomogenitäten nach mehreren Elementen nicht mehr sichtbar sind. Die Auflösung muss somit erhöht werden. Die Legendes beinhalten die grobe Auflösung 0 bis 1000 und die feine Auflösung 490 bis 510.

## 9 Die Wärmebilanz im Mischer-Wärmetauscher

### 9.1 Der CSE-XR als Reaktor

Der CSE-XR Reaktor nähert sich – unter Berücksichtigung des Lückenvolumens  $\varepsilon$  – aufgrund des sehr guten Verweilzeitverhaltens einer idealen Rohrströmung an. Dies gilt speziell auch für hochviskose Flüssigkeiten. Somit ist die Wärmebilanz für den idealen kontinuierlichen Strömungsreaktor eine gute Berechnungsgrundlage für den CSE-XR-Reaktor. Die Wärmebilanz bei Reaktionen für den idealen Strömungsreaktor lautet:

$$\frac{\partial Q}{\partial t} = -\dot{c}_p m \frac{\partial [w_z T]}{\partial z} + (-\Delta H_R) V r_v + \alpha A (T_{gr} - T) \quad (8)$$

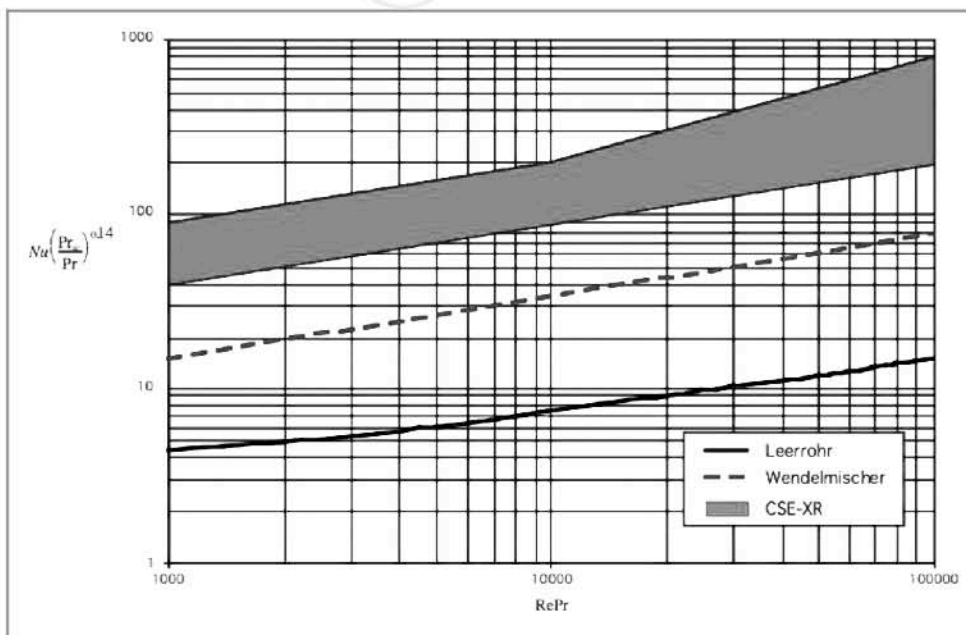
Dabei ändert sich die Reaktionsgeschwindigkeit in der Realität je nach Position (= Verweilzeit) im Reaktor bzw. je nach Umsatz und Temperatur.

### 9.2 Wärmeübertragung in statischen Mixern

Bei der Berechnung der Nusselt-Zahl kommt bei hochviskosen Medien als Schwierigkeit hinzu, dass Newtonsches und nicht-Newtonsches Fließverhalten auftreten kann. Kunststoffschmelzen und -lösungen können strukturviskose oder viskoelastische, Pasten dilatante oder viskoplastische Eigenschaften aufweisen. Ferner können Zeitabhängigkeiten (Rheopexie und Thixotropie) und Wandgleit-effekte vorkommen. Diese Eigenschaften bewirken eine deutliche Beeinflussung der Berechnung, was bei der Auslegung zu massiven Abweichungen führen kann [8]. Ist das Fließverhalten annähernd bekannt, so kann eine Auslegung ohne Vorversuche vorgenommen werden (s. Abb. 12 ■?■).

### 9.3 Der Break-Point

Diese Bezeichnung beschreibt einen Effekt, bei dem man trotz Reduktion der Kühlwassertemperatur keine zusätzliche Kühlung mehr erzielen kann. Der Effekt wird anhand eines Beispiels beschrieben. Eine Polymerschmelze (Viskosität bei 215 °C: ca. 1500 Pa s) soll bei einem Durchsatz von 900 kg h<sup>-1</sup> in einem Prozess von 215 °C auf 190 °C gekühlt werden. Das Kühlmedium kann frei gewählt werden. Betrachtet man die Wärmetransportgleichung, so sind die Wärmedurchgangszahl  $k$  und die Fläche  $A$  auf den Apparat bezogen. Mit einer möglichst großen logarithmischen Temperaturdifferenz  $\Delta T_L$  wird es möglich, einen kleinen Apparat einzusetzen, der die nötige



**Abbildung 12.** Wärmeübergang als Funktion von  $RePr$ . Der CSE-XR-Wärmetauscher erzielt einen um den Faktor 3 bis 5 besseren Wärmeübergang als der Wendelmischer CSE-W. Er übertrifft auch deutlich die sonst überragenden CSE-X-Mischer (Fläche: Bereich für rheologisch unterschiedliche Medien).

Kühlung im Wärmetauscher erreichen kann. Jedoch darf die Temperatur der Kühlflüssigkeit nicht zu klein sein, da die Polymerlösung sonst einfrieren kann. Diese Grenze nennt man Glaspunkt, der bei der beschriebenen Polymerschmelze bei ca. 80 °C liegt.

Betrieibt man den Polymerkühler mit einer Kühlflüssigkeit von 150 °C, so wird die gewünschte Endtemperatur erzielt. Reduziert man die Temperatur der Kühlflüssigkeit in den Bereich von 100 °C, so wird plötzlich keine zusätzliche Kühlung mehr erreicht. Dieser Punkt wird Break-Point genannt. Jetzt reicht die Mischleistung nicht mehr aus, um einen Viskositätsaufbau an den Wärmetauscherrohren zu verhindern. Am Break-Point ist in der Regel mit einem Anstieg des Druckverlustes und einer leichten Abnahme der Bodenstein-Zahl zu rechnen. Die Einsatzgrenze des Wärmetauschers ist nun erreicht.

## 10 Einfluss der Kinetik und der Thermodynamik auf die Reaktor-auslegung

Die Geschwindigkeit, mit der eine chemische Reaktion abläuft, ist nicht nur eine Frage der Konzentration und damit der Mischgüte, sondern auch eine Funktion der chemischen Reaktion als solche. Moleküle reagieren je nach Größe, struktureller Beschaffenheit etc. unterschiedlich schnell miteinander. Diese Zeitfunktionen werden in der Chemie durch die Kinetik einer Reaktion beschrieben.

Da mit Fortschreiten der Reaktion die Edukt-Konzentrationen sinken und damit die Wahrscheinlichkeit eines reaktiven Zusammentreffens kleiner wird, liegt es auf der Hand, dass die Reaktionsgeschwindigkeit mit der Zeit ebenfalls abnimmt. Dabei garantiert eine homogene Mischung örtlich gleichmäßige Reaktionsgeschwindigkeiten.

## 11 Das Reaktionsgeschwindigkeitsgesetz

Für jede Reaktion kann ein Geschwindigkeitsgesetz aufgestellt werden, das die Stoffmen-genkonzentrationen  $c$  der Reaktanden mit der Reaktionsgeschwindigkeit in Beziehung setzt. Man bedient sich dazu der Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten  $k$ . Die Art der Gleichung und  $k$  müssen meist experimentell bestimmt werden.  $k$  ist nicht nur stoff-, sondern auch temperaturabhängig. Somit kann die Geschwindigkeit einer Reaktion über die Temperatur kontrolliert werden. Dies ist insbesondere bei stark wärmebildenden oder gar

explosiven Reaktionen, aber auch bei Polymerisationen von hoher Bedeutung.

### 11.1 Temperaturabhängigkeit des Reaktionsgeschwindigkeitsgesetzes

Die Temperaturabhängigkeit von  $k$  wird mit der Arrhenius-Gleichung beschrieben. In ihr ist  $A$  eine Konstante, die für die jeweilige Reaktion charakteristisch ist, und  $E_a$  die Aktivierungsenergie. Gl. (9) wurde bereits 1889 von Svante Arrhenius hergeleitet:

$$k = A e^{-E_a/RT} \quad (9)$$

In Gl. (9) ist  $\ln(k)$  proportional zu  $T^{-1}$ , da alle anderen Parameter temperaturunabhängig und somit konstant sind. Weil  $k$  exponentiell von  $T$  abhängt, bedingt eine kleine Änderung von  $T$  eine relativ große Änderung von  $k$  und damit eine große Änderung der Reaktionsgeschwindigkeit. Diese Grundlagen erklären den überaus großen Einfluss der Temperaturführung auf eine chemische Reaktion.

### 11.2 Das chemische Gleichgewicht

Die Kinetik einer Reaktion gibt wohl Auskunft darüber, wie rasch eine Reaktion abläuft, jedoch nicht, wie vollständig sie abläuft. Nach kompletter chemischer Reaktion befinden sich die Edukt-Konzentrationen ( $A$ ) und ( $B$ ) mit den Produkt-Konzentrationen ( $C$ ) und ( $D$ ) in einem dynamischen Gleichgewicht. Dieses wird mit der thermodynamischen Gleichgewichtskonstanten  $K$  beschrieben.  $K$  stellt den Quotienten aus den Produkt- und den Edukt-Konzentrationen dar (Massenwirkungsgesetz). Verläuft die Reaktion gut, so wird  $K$  einen großen Wert einnehmen:

$$K = \frac{c(C) \cdot c(D)}{c(A) \cdot c(B)} \quad (10)$$

Da chemische Reaktionen grundsätzlich in beide Richtungen ablaufen können, also auch wieder rückwärts von den Produkten zu den Edukten (z. B. Rückpolymerisation), handelt es sich bei den Gleichgewichtszuständen am Ende von Reaktionen immer um dynamische Gleichgewichte. Der Einsatz eines Katalysators verschiebt das Gleichgewicht nicht, jedoch stellt sich das Gleichgewicht schneller ein.

### 11.3 Temperaturabhängigkeit der Gleichgewichtskonstanten

Eine Reaktion, die bei konstanter Temperatur und konstantem Druck ausgeführt wird, be-

„Die Kinetik einer Reaktion gibt wohl Auskunft darüber, wie rasch eine Reaktion abläuft, jedoch nicht, wie vollständig sie abläuft.“



wirkt eine Entropieänderung der Umgebung um  $\Delta S$ . Sie wird durch den Wärmefluss, bedingt durch  $\Delta H$ , bewirkt. Der Wärmefluss und die Entropie sind über folgende Beziehung miteinander gekoppelt:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (11)$$

Die neue Größe  $\Delta G$  wird als die freie Reaktionsenthalpie bezeichnet. Der Wert von  $\Delta G$  für einen Vorgang hängt nur vom Anfangs- und Endzustand des Systems ab und nicht vom Weg, auf dem diese Zustände erreicht werden. Da gemäß dem zweiten Hauptsatz der Thermodynamik eine Reaktion nur abläuft, wenn insgesamt betrachtet  $\Delta S > 0$  ist, gilt für eine bei konstanter Temperatur und konstantem Druck durchgeführte Reaktion:

- $\Delta G < 0$ : die Reaktion läuft freiwillig ab,
- $\Delta G = 0$ : das System ist im Gleichgewicht,
- $\Delta G > 0$ : die Reaktion läuft nicht freiwillig ab.

Im Gegensatz zum vorherig beschriebenen Massenwirkungsgesetz lassen sich nun auch Gleichgewichtszustände in Abhängigkeit der Temperatur quantitativ beschreiben. Dabei gilt:

$$\Delta G = \Delta G^0 + R T \ln K \quad (12)$$

$\Delta G^0$  steht dabei für die freie Standard-Reaktionsenthalpie gemessen bei 25 °C und 1013 hPa. Aus diesem Gleichungssystem erhält man unter Annahme der Temperaturunabhängigkeit von  $\Delta H^0$  und  $\Delta S^0$  durch mehrere Umformulierungen:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^0}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (13)$$

Da  $\Delta H^0$  und  $\Delta S^0$  nicht völlig temperaturunabhängig sind, gilt Gl. (13) nur näherungsweise über einen nicht zu großen Temperaturbereich.

Zusammenfassend lässt sich nun nicht nur die Reaktionsgeschwindigkeit, sondern auch die Gleichgewichtslage von chemischen Reaktionen beschreiben. Die Werte für  $K$ ,  $\Delta H^0$ ,  $\Delta G^0$  und  $\Delta S$  kann man für viele Reaktionen der Literatur entnehmen.

## 12 Vom Batch-Prozess zur kontinuierlichen Reaktionsführung

### 12.1 Praktische Vorgehensweise für die Datenerhebung

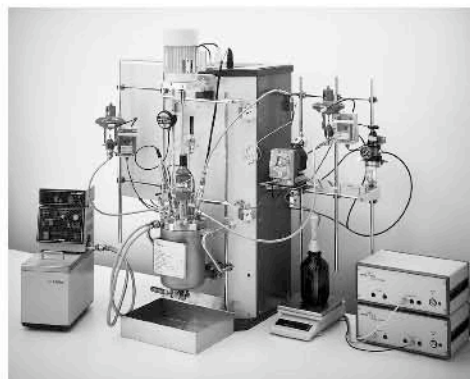
Das Umstellen eines Batch-Prozesses auf die kontinuierliche Betriebsweise erfordert die Berücksichtigung verschiedener Einflussgrößen wie Kinetik, Thermodynamik, Selektivität so-

wie Stofftransport und Energieflüsse. Nur wenn diesen Schlüsselgrößen Rechnung getragen wird, lässt sich eine kontinuierliche Reaktion sicher, möglichst ohne Nebenprodukte und mit größtmöglichen Raum-/Zeit-Ausbeuten führen. In der Praxis ist die theoretische kinetische und thermodynamische Datenerhebung jedoch oft sehr schwierig oder gar unmöglich. Zudem besteht ohne die praktische Datenerhebung keine Gewissheit, ob das beschriebene System auch tatsächlich genügend genau auf die eigene Anwendung umgesetzt werden kann.

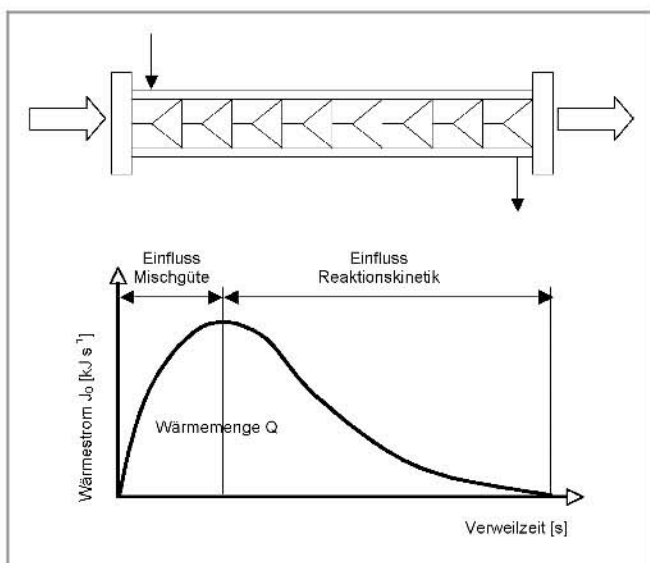
Steht ein Reaktionskalorimeter zur Verfügung, so lassen sich durchzuführende Reaktionen isotherm oder adiabatisch über einen bestimmten Zeitraum quantitativ exakt erfassen. Wichtige zu erfassende Parameter und ihre Einflüsse sind unter anderem:

- zeitlicher Verlauf der Reaktionsgeschwindigkeit (Kinetik): „schnelle“ oder „langsame“ Reaktion,
- Wärmetönung und das chemische Gleichgewicht (Thermodynamik): exo/endotherme Reaktion, Umsatz, Berechnung der maximal möglichen Raum-Zeitausbeute,
- zeitlicher Verlauf des Wärmeüberganges,
- Selektivität, Nebenprodukte (z. B. Real-time-Auswertung mittels In-situ-IR-Sonde),
- zeitlicher Verlauf der Viskosität (z. B. mittels Drehmomentaufnahme am Rührwerk),
- Einfluss der Mischeffizienz: spezifische Energiedissipation und entsprechende Mischergeometrie,
- Temperaturabhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit nach Arrhenius.

Da Anschaffung und Betrieb von Reaktionskalorimetern ziemlich teuer sind, steht nicht jedem Betrieb ein solch gut ausgerüstetes Kalorimeter zur Verfügung (s. Abb. 13). Die Erfahrung zeigt aber, dass selbst einfache Versuche im Becherglas, mit Ölbad, Thermometer



**Abbildung 13.** Mit einem Reaktionskalorimeter lassen sich die physikalischen Parameter einer Reaktion in ihrer zeitlichen Abhängigkeit quantitativ erfassen (Quelle: Mettler-Toledo®).



**Abbildung 14.** Der zeitliche Temperaturverlauf, der im Reaktionskalorimeter erfasst wurde (unten), kann auf kontinuierlich betriebene Rohrreaktoren übertragen werden (oben). Die Leistungsfähigkeit der eingesetzten statischen Mischer und Wärmetauscher müssen den örtlichen Wärmeproduktionen und Viskositäten angepasst sein.

und Rührwerk brauchbare Resultate ergeben. Werden diese Werte über die Zeit aufgetragen, so lässt sich auch die Reaktionsgeschwindigkeit (Kinetik) grob bestimmen und allenfalls einem Geschwindigkeitsgesetz zuordnen. Dabei ist der Einfluss der Rührerdrehzahl ein wichtiger zu erfassender Parameter. Wird die Reaktionsgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Rührerdrehzahlen ermittelt, lässt sich der Einfluss der Mischgüte auf die erforderliche Reaktionszeit abschätzen. Falls eine intensivere Durchmischung die Reaktionsgeschwindigkeit erhöht, so ist unter den gegeb-

nen Bedingungen die Mischgüte und nicht die Kinetik für die Raum/Zeit-Ausbeute maßgebend. Falls die Reaktionsgeschwindigkeit über die Kinetik limitiert wird, kann die Umsatzgeschwindigkeit hingegen über die Temperaturführung kontrolliert werden.

Beispiele von Reaktionen, die kontinuierlich im Rohrreaktor durchgeführt werden können:

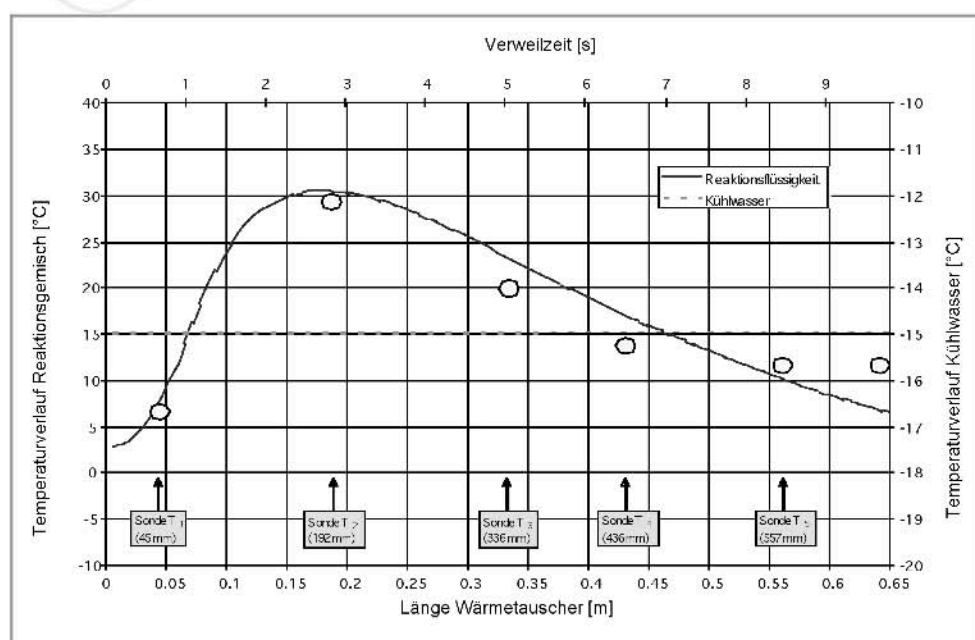
- Nitrierungen,
- Hydrierungen,
- Diazotierungen,
- Umlagerungsreaktionen, Derivatisierungen,
- Polymerisationen, Depolymerisationen,
- Oxidationen, Reduktionen,
- Additionen, Eliminationen, Substituierungen,
- Alkylierungen,
- Verseesterungen, Verseifungen,
- mehrphasige Reaktionen,
- organometallische Umsetzungen.

### Übertragung auf kontinuierliche Prozesse

Die ideale Reaktionszeit entspricht bei identischer Mischung und Temperaturführung der theoretischen Verweilzeit im Rohrreaktor. Je nach Reaktionsgeschwindigkeit und Anforderung an die Mischgüte sind kurze, längere, unterteilte, parallel geführte oder gar endlose (Loop-) Misch-Wärmetausch-Reaktoren die richtige Wahl (s. Abb. 14).

## 13 Die Simulation exothermer Reaktionen im Mischer-Wärmetauscher

Mit geeigneter Software ist es möglich, den Temperaturverlauf im kontinuierlichen Rohr-



**Abbildung 15.** Simulation des Temperaturverlaufes im Mischer-Wärmetauscher-Rohrreaktor (durchgezogene Kurve) im Vergleich zu den tatsächlich gemessenen Werten (6 Kreise).

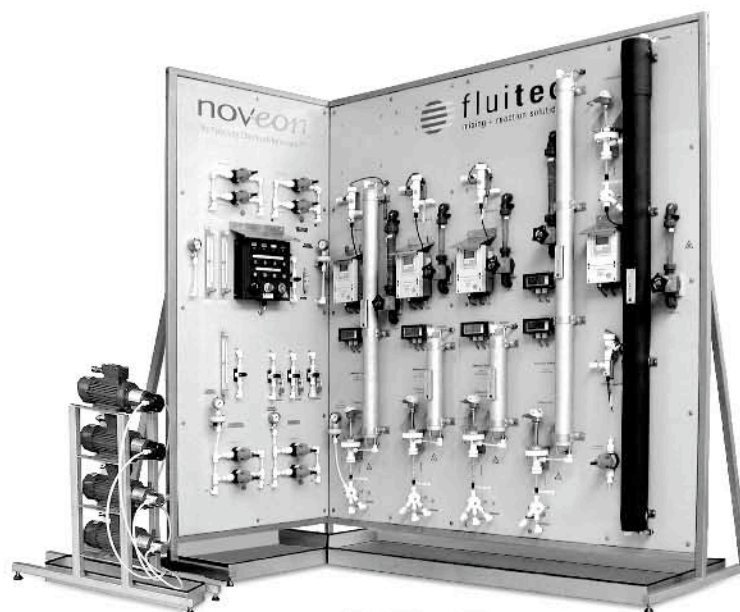
reaktor, basierend auf den vorher ermittelten zeitlichen Daten aus dem gerührten Satzreaktor, zu berechnen [9]. Dazu werden die örtlichen Wärmeübergänge mittels Differentialgleichungen aus den kinetischen und thermodynamischen Daten ermittelt und graphisch leicht verständlich dargestellt. In der Regel werden die gerechneten Temperaturprofile von Reaktionen in Mischer-Wärmetauschern in der Praxis auf wenige °C genau bestätigt. Dies ist besonders bei temperatursensitiven oder explosiven Stoffen von hoher Bedeutung. Die Simulation ermöglicht auch die gefahrlose Erhebung von wichtigen Aussagen über sicherheitsrelevante Betriebszustände und Voraussagen.

Zusammen mit den CFD-Berechnungen sowie der Erfahrung aus Forschung und Produktion kann auch die Verweilzeitverteilung eines Prozesses im Voraus bestimmt werden. Dadurch ist eine umfassende Reaktionskontrolle möglich, und es können bei Kunststoffen Voraussagen über den Polymerisationsgrad sowie etwaige Zersetzungen und Nebenprodukte gemacht werden.

Die der Simulation in Abb. 15 zu Grunde liegenden Daten wurden mit einfachsten Laborversuchen erhoben. Obwohl die Temperatur nur ca. 31 °C erreicht, ist in diesem Fall Vorsicht geboten. Eine nur geringfügig erhöhte Reaktionsgeschwindigkeit würde leicht eine maximale Temperatur von 40 °C und mehr bewirken, was eine explosionsartige Zersetzung des Produktes und damit Gefahren für die Mitarbeiter zur Folge hätte. Die rasche Temperaturerhöhung kann durch eine kaskadierte Dosierung der Reagenzien, durch den Einsatz eines weniger intensiv mischenden statischen Mixers oder durch eine erhöhte Wärmeabfuhr gedämpft werden. Zur genauen Überprüfung müssten in diesem Fall noch zusätzliche Temperaturfühler bei ca. 120 mm nach dem Mischereintritt angebracht werden.

#### 14 Kontinuierliche Reaktionsführungen mit statischen Mixern

Die in Abb. 16 dargestellte Pilotanlage ermöglicht das Testen unterschiedlichster mehrstufiger Reaktionen mit niederviskosen Reaktanden. Die Anlage verfügt in diesem Fall über geschützte Messeinrichtungen für Druck, pH, Temperatur sowie über eine komplette Dosiereinheit für das präzise Dosieren von gleichzeitig maximal vier Chemikalien. Diese werden in PTFE-Schläuchen geführt, was ein rasches und flexibles Umbauen der Anlage ermöglicht. Die Wärmetauscher sind aus Hastelloy C22 gefertigt, dies erlaubt die Verwendung von HCl-



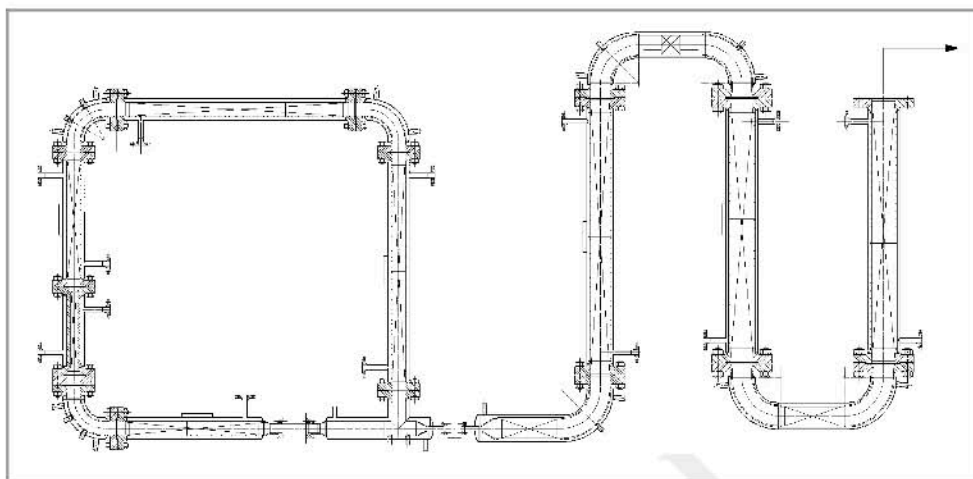
**Abbildung 16.** Anlage zum modularen Testen unterschiedlicher mehrstufiger Reaktionssysteme in kontinuierlicher Betriebsweise. Obwohl der Leitungsdurchmesser lediglich 8 mm beträgt, können pro Tag ca. 600 kg Produktlösung hergestellt werden. Die ermittelten Daten dienen Scale-up-Berechnungen.

haltigen Medien. Die in einer Messwarte registrierten Daten helfen, die endgültige Produktionsanlage zu berechnen.

Abb. 17 zeigt eine Pilotanlage für die kontinuierliche Reaktionsführung einer Gas/Flüssig-Reaktion. Ein reaktives, selbst-polymerisierendes, toxisches und spontan entzündliches Gas wird dabei als Kreisgas in einer selbstregulierenden Reaktorkaskade mit einer ätzenden und korrosiven Flüssigkeit im Gegenstrom kontaktiert und vollständig chemisorbiert (kein messbares Abgas mehr). Für die intensive Gas/Flüssig-Kontaktierung stehen ver-



**Abbildung 17.** Pilotanlage für eine kontinuierliche Gas/Flüssig-Reaktion mit vollständigem Umsatz des Gases.



**Abbildung 18.** Mischer-Wärmetauscher CSE-XR als Schlaufen-Polymerisationsreaktor mit nachgeschalteter Verweilzeitstrecke im Pilotmaßstab.

schiedene Verfahren zur Auswahl [10]. Da die Anlage permanent unter geringem Überdruck fährt, kann ein elektronischer Druckaufnehmer allenfalls vorkommende Leckagen erkennen und automatisch akustischen und optischen Alarm auslösen sowie die Anlage mit  $N_2$  fluten.

Nicht ersichtlich sind das Gasdosier- und Druckregelungssystem sowie die elektronische Steuerung. Eine entsprechende Software zur Simulation der Umsätze in der Anlage wertet die Effizienz unter verschiedenen Bedingungen aus. Im Hintergrund links ist eine einstufige Pilot-Anlage für den Batch-Betrieb zu sehen. Die Pilotanlage diente als Grundlage für die später nach einem identischen Prinzip realisierte Großproduktionsanlage.

Sehr langsame Polymerisationen stellen sehr hohe verfahrenstechnische Ansprüche an die Auslegung der Apparate. Die stete hohe erforderliche spezifische Mischintensität, die gute Temperaturkonditionierung und die enge Verweilzeitverteilung würden bei einem herkömmlichen Rohrreaktor eine extreme Länge und dadurch einen zu hohen Druckverlust bewirken. Es sind daher andere Lösungen notwendig, wie z. B. die Realisierung eines Loop- oder Schlaufenreaktors (s. Abb. 18). Die mehrfache Rezirkulation ermöglicht eine stark verbesserte Reaktionskontrolle. Eine nachgeschaltete Verweilzeitstrecke erhöht den Umsatz auf den gewünschten Wert.

## 15 Vorteile und Grenzen der vorgestellten Systeme

Einmal in Betrieb genommen, bieten kontinuierliche Verfahren mehrere Vorteile, z. B. verbesserte Reaktionskontrolle, kleines Reaktionsvolumen, keine Totzonen, stabile Betriebsweise, keine Reinigungs- und Beschickungszeiten etc.

Bei statischen Mixern kommt der Vorteil hinzu, dass keine bewegten Teile vorhanden und Wartungsarbeiten somit ausgeschlossen sind. Zudem verfügen statische Mixer und Mischer-Wärmetauscher über extreme Mischleistungen und hohe Wärmeübertragungsvorgaben, was sich direkt in den reduzierten Investitionskosten bei gleichzeitig verbesserter Produktqualität ausdrückt. Die annähernd ideale Pfropfenströmung führt zu einem engen Verweilzeitspektrum und somit zu einem sehr guten Selbstreinigungsverhalten, was schnelle Produktwechsel ermöglicht.

Sämtliche Apparate mit statischen Mixern sind beinahe beliebig scale-up-fähig, und die mathematischen Grundlagen zur Maßstabsvergrößerung sind praktisch vollständig vorhanden. Statische Mixer und Mischer-Wärmetauscher werden spezifisch auf ein Verfahren mit gegebenen physikalischen Parametern und Vorgaben ausgelegt. Trotzdem kann der Durchsatz in einem gewissen Bereich schwanken, ohne dass sich die angestrebte Temperierung oder Mischleistung ändert.

Beachtung muss bei der verfahrenstechnischen Planung auch der gleichmäßigen und pulsationsfreien Dosierung von Additiven geschenkt werden. Des Weiteren dürfen keine langen Fasern oder große, die Mixer verstopfende Festkörper in das System eingebracht werden.

Die vorgestellten Komponenten lassen sich flexibel und modular in praktisch jede Produktionslinie für Stoffe unterschiedlichster rheologischer Eigenschaften integrieren. Größe, Leistung und Bauart werden dazu individuell angepasst. Zur umfassenden Abklärung der idealen Reaktorgestaltung ist die interdisziplinäre Untersuchung des Prozesses durch Verfahrenstechniker, Chemiker, Konstrukteure und Materialspezialisten unter Einbeziehung wirtschaftlicher Aspekte sowie – natürlich vorrangig – der Ansprüche des Anwenders notwendig.

**„Sehr langsame Polymerisationen stellen sehr hohe verfahrenstechnische Ansprüche an die Auslegung der Apparate.“**

Eingegangen am 13. Dezember 2004 [CIT 7095]

Dipl.-Ing. A. Georg,  
M.Sc. M. B. Däscher  
(md@fluitec.ch),  
Fluitec AG, Seuzachstraße,  
CH-8413 Neftenbach, Switzerland.

## Formelzeichen

$A$	$[m^2]$	Fläche
$a$	$[m^{-1}]$	spezifische Phasengrenzfläche ( $A/V$ )
$\alpha$	$[W m^{-2} K^{-1}]$	Wärmeübergangszahl
$c_p$	$[J kg^{-1} K^{-1}]$	mittlere spezifische Wärmekapazität
$c, X$	$[kg m^{-3}, mol L^{-1}]$	Konzentration
$D$	$[m]$	Durchmesser
$D$	$[-]$	Dispersionskoeffizient
$E_A$	$[J]$	Aktivierungsenergie
$\Delta G$	$[J mol^{-1}]$	freie Reaktionsenthalpie
$\Delta H_R$	$[J mol^{-1}]$	molare Reaktionsenthalpie
$\eta$	$[Pa s]$	Viskosität
$K$	$[-]$	Gleichgewichtskonstante
$k$	$[-]$	Widerstandsfaktor, Reaktionsgeschwindigkeitskonstante
$L$	$[m]$	Länge
$m$	$[kg]$	Masse
$n$	$[mol]$	Stoffmenge
$p$	$[Pa]$	Druck
$Q$	$[J]$	Wärmemenge
$q$	$[-]$	Anzahl ideal gemischter Rührkessel
$R$	$[J mol^{-1} K^{-1}]$	ideale Gaskonstante
$\rho$	$[kg m^{-3}]$	spezifisches Gewicht
$\Delta S$	$[J mol^{-1} K^{-1}]$	reaktionsspezifische Entropieänderung
$\sigma$	$[-]$	Standardabweichung
$T$	$[K]$	Temperatur
$\tau$	$[s]$	Verweilzeit
$t$	$[s]$	Zeit
$V$	$[m^3]$	Volumen
$\dot{v}$	$[m^3 h^{-1}]$	Volumenstrom
$w$	$[m s^{-1}]$	Strömungsgeschwindigkeit
$\varepsilon$	$[-]$	Lückenvolumen

## dimensionslose Kennzahlen

$Bo$	Bodenstein-Zahl (Verweilzeitverteilung)
$Ne$	Newton-Zahl (Widerstand)
$Nu$	Nusselt-Zahl (Wärmeübergangszahl)
$Pr$	Prandtl-Zahl (Impuls-/Wärmetransport)
$Re$	Reynolds-Zahl (Strömungszustand)
$Re_k$	kritische Reynolds-Zahl

**Martin Beat Däscher** (Jahrgang 1971) hat nach seiner Ausbildung zum Chemielaborant und dem Abschluss als Dipl.-Chemiker (HTL/FH) zusätzlich ein Biotechnologie-Studium absolviert. Weitere Aufbaustudien folgten, u. a. in England. Von 1997 bis 2002 beschäftigte er sich an der Zürcher Hochschule Winterthur als wissenschaftlicher Mitarbeiter mit angewandter chemischer Verfahrenstechnik. In diesen fünf Jahren wurde exklusiv für die Fluitec AG ein Projekt mit Unterstützung durch Bundesmittel durchgeführt. Seit 2003 ist er Leiter der angewandten Forschung und Entwicklung und Mitglied der Geschäftsleitung der Fluitec AG. Seit 1997 hat Däscher feste Lehraufträge an der Gewerblich Industriellen Berufsschule Winterthur und an der Berufsmittelschule Winterthur. Seit 2003 ist er außerdem Dozent für Chemie an der Flugzeugtechnikerschule FTS in Kloten.



## Indices

ax	in achsialer Richtung
G	Gasphase
gr	Grenzschicht
L	liquid phase, laminar
T	turbulent
v	Volumen
z	in der z-Koordinate
0	Start-/Ausgangswert, Standardbedingungen

## Literatur

- [1] M. H. Pahl, E. Muschelknautz, *Chem. Ing. Tech.* **1980**, 52 (4), 285.
- [2] P. Suter, *Diplomarbeit*, Zürcher Hochschule Winterthur **2000**.
- [3] *Mischer- und Reaktionshandbuch*, Fluitec Georg AG, Neftenbach ■ Jahr? ■, Kapitel 3.
- [4] F. Koller, *Diplomarbeit*, Zürcher Hochschule Winterthur **2004**.
- [5] A. Georg, Druckverlust und Homogenität bei Statikmischern, *Sonderdruck*, Fluitec Georg AG, Neftenbach **1996**.
- [6] J. E. Juvet, *Dissertation Nr. 791*, ETH Lausanne **1989**.
- [7] M. Däscher, *Forschungsarbeit*, Zürcher Hochschule Winterthur **2002**.
- [8] A. Georg, *Chem. Tech.* **2000**, 2, 40.
- [9] A. Georg, M. Däscher, *Chem. Tech.* **2001**, 30 (6).
- [10] M. Däscher, A. Georg, B. Sonnleitner, *Chimia* **2000**, 54, 174.